

# Transfert de soluté au cours du séchage convectif

S. BEN NASRALLAH,† O. DAMAK,† H. BEN DHIA† et G. ARNAUD‡

† Ecole Nationale des Ingénieurs, 3038 Sfax, Tunisie  
‡ L.E.S.T.E., 40, Avenue de Recteur Pineau, 86000 Poitiers, France

(Reçu le 24 janvier 1989 et dans forme finale le 15 décembre 1989)

**Résumé**—On se propose d'étudier les transferts de soluté lors du séchage convectif d'un milieu poreux. Un modèle régissant les transferts de chaleur, d'humidité et de soluté est proposé. Ce modèle résolu numériquement lorsque les transferts sont unidirectionnels a permis de mettre évidence, au cours du séchage, une accumulation du soluté au voisinage de la surface du milieu poreux. Cette accumulation est d'autant plus importante que la vitesse de séchage est faible.

## 1. INTRODUCTION

LE SÉCHAGE convectif est une opération rencontrée dans de nombreux secteurs industriels (industrie agroalimentaire, industrie du bâtiment, traitement du bois, etc.). Une meilleure compréhension des phénomènes physiques intervenant dans cette opération est, donc, un préalable indispensable à la réponse aux préoccupations de l'économie de l'énergie, de l'accélération du procédé et de la qualité du produit séché. Ainsi, les transferts de chaleur et de masse lors du séchage convectif de milieux poreux ont fait, depuis plusieurs décennies, l'objet de beaucoup de travaux aussi bien théoriques qu'expérimentaux.

Parmi les études expérimentales, citons celle de Ceaglske et Hougen [1], de Cunningham et Kelly [2], de Crausse [3] dans le cas d'un séchage d'un lit de sable et cell de Basilico et Martin [4] dans le cas du séchage du bois.

Les études théoriques sont plus nombreuses. Les premières sont celles de Lewis [5] et de Sherwood [6] qui considèrent que le transport d'humidité dans le milieu poreux est un processus diffusionnels linéaire. Van Arsdell [7] a aussi utilisé le modèle de diffusion mais en adoptant un coefficient de diffusion variable. Des travaux tenant compte du couplage entre les transferts de chaleur et de masse sont, ensuite, apparus. Parmi ceux-ci citons, dans le cas où l'effet de la pression du mélange gazeux est négligeable, celui de Arzan et Morgan [8] et de Morgan et Yerazunis [9] qui utilisent le modèle du front d'évaporation, celui de Bories *et al.* [10], de Whitaker *et al.* [11, 12], de Hadley [13], d'Oliveira et Oliveira [14] et de Berger et Pei [15]. Haramathy [16] et Ben Nasrallah et Arnaud [17] ont considéré l'effet de la pression du mélange gazeux dans le cas où le milieu poreux contient une teneur en liquide faible. L'effet de la pression du mélange gazeux a été également considéré par Huang [18] dans le cas du séchage de milieux hygroscopiques, par Moyne et Degiovanni [19] dans le cas du séchage à haute température (température supérieure à celle de l'ébullition) et par Perre *et al.* [20] dans le cas du

séchage à des températures inférieures à celle de l'ébullition.

Il ressort de l'étude bibliographique que, bien que beaucoup de milieux poreux contiennent des solutés, il y a très peu d'études qui ont traité les transferts de solutés au cours du séchage. A notre connaissance, il y a uniquement les études expérimentales de Belguith et Maaledj [21, 22] et de Schultz et Schlunder [23].

Remarquons que l'existence de solutés peut entraîner, au cours du séchage, d'une part l'imperméabilisation du milieu poreux et par conséquent une chute de la vitesse de séchage, d'autre part ça peut causer une coloration du milieu. Ce phénomène observé lors du séchage du bois altère la qualité esthétique du produit.

Notre contribution consiste, donc, à étudier les transferts de chaleur, d'humidité et de solutés lors du séchage convectif d'un milieu poreux à la pression atmosphérique. Un modèle régissant les transferts est proposé. Ce modèle est valable lorsque le volume occupé par le sel déposé reste petit par rapport à celui du pore. La résolution numérique de ce modèle lorsque les transferts sont unidirectionnels a permis de présenter la cinétique du séchage, l'évolution spatiotemporelle de la masse et de la concentration en sel ainsi que la sensibilité des transferts de solutés aux conditions de séchage.

## 2. FORMULATION DU PROBLEME

On considère une plaque plane poreuse constituée d'une phase liquide (eau + soluté), d'une matrice solide inerte et indéformable, d'une phase gazeuse (air + vapeur d'eau) et éventuellement d'une autre phase solide due au sel déposé. La plaque (Fig. 1) est imperméable et adiabatique sur une face, l'autre face est perméable et au contact d'un écoulement d'air de caractéristiques fixées (vitesse, température, humidité). Initialement, la température, la pression de la phase gazeuse et la concentration en sel sont constantes. La distribution initiale de la teneur en liquide est celle de l'équilibre hydrostatique.

## NOMENCLATURE

$C$	concentration de sel dans la phase liquide	$P_g$	pression totale du mélange gazeux
$C_{\text{sat}}$	concentration de saturation en sel	$P_v$	pression partielle de la vapeur
$C_{ps}, C_{pl}, C_{pv}, C_{pa}, C_{pd}$	capacités calorifiques de la matrice solide, du liquide, de la vapeur, de l'air et du sel déposé	$S$	saturation en liquide, $\varepsilon_i/\varepsilon$
$D$	coefficient de diffusion de la vapeur dans l'air	$S_m$	saturation moyenne en liquide, $\int_L^S dx/L$
$D_{\text{eff}}$	coefficient de diffusion effectif de la vapeur dans le milieu poreux	$T$	température
$D_s$	coefficient de dispersion du sel dans le milieu poreux	$t$	temps
$g$	accélération de la pesanteur	$V_l, V_g$	vitesse barycentriques massiques des phases liquide et gazeuse
$\Delta h_{\text{vap}}$	chaleur latente de vaporisation	$V_s, V_v$	vitesse du soluté et de la vapeur d'eau.
$K$	perméabilité intrinsèque du milieu poreux		
$K_l$	perméabilité relative à la phase liquide		
$K_g$	perméabilité relative à la phase gazeuse		
$m_c$	masse d'eau évaporée par unité de temps et de volume		
$m_d$	masse de sel déposée par unité de temps et de volume		
$M_a, M_v$	masse moléculaire de l'air et de la vapeur		
$P_c$	pression capillaire		

## Symboles grec

$\alpha$	coefficient de transfert de chaleur
$\beta$	coefficient de transfert de masse
$\varepsilon$	porosité du milieu poreux
$\varepsilon_i$	fraction du volume du milieu poreux occupée par le liquide
$\lambda_{\text{eff}}$	conductivité effective du milieu poreux
$\mu_l, \mu_g$	viscosités dynamiques des phases liquide et gazeuse
$\rho C_p$	capacité calorifique du milieu poreux
$\rho_s, \rho_l, \rho_v, \rho_a, \rho_{s,l}, \rho_{s,d}$	masses volumiques de la matrice solide, du liquide, de la vapeur, de l'air, du sel en solution, et du sel déposé.

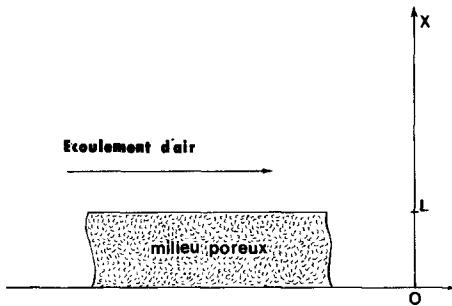


FIG. 1. Configuration géométrique considérée.

La modélisation des transferts de chaleur et de masse dans le milieu poreux est effectuée à une échelle macroscopique (taille du volume élémentaire représentatif  $\omega$  grande par rapport à celle des pores). Les grandeurs macroscopiques sont les moyennes sur le volume élémentaire représentatif  $\omega$  des grandeurs microscopiques. Soit  $f$  une grandeur microscopique fonction du temps et de l'espace.

Sa moyenne s'écrit :

$$\bar{f} = 1/\omega \int_{\omega} f \, dv.$$

On définit également une moyenne intrinsèque sur la phase  $i$  :

$$\bar{f}^i = 1/\omega_i \int_{\omega_i} f \, dv;$$

$\omega_i$  est le volume occupé dans  $\omega$  par la phase  $i$ .

Les équations régissant les transferts à l'échelle macroscopique dans le milieu poreux sont obtenues en effectuant la moyenne sur  $\omega$  des équations valables à l'échelle porale et en faisant les hypothèses suivantes :

— Les effets croisés de Duffour et de Soret ainsi que l'effet Knudsen sont négligeables.

— Les termes d'inertie, les dissipations visqueuses et les travaux de compressions sont négligeables.

— Il y a équilibre thermodynamique local : localement les températures moyennes des différentes phases sont identiques et la pression partielle de la vapeur est égale à sa pression d'équilibre.

— Les termes de dispersion et de tortuosité peuvent être modélisés comme étant des termes de diffusion.

— Le volume occupé par le sel déposé reste, au cours du séchage, négligeable par rapport à celui du pore. Cette hypothèse valable lorsque la concentration initiale en sel est assez faible, permet de négliger les effets du sel déposé sur les caractéristiques du milieu poreux.

Compte tenu de ces hypothèses les équations régissant, à l'échelle macroscopique, les transferts unidirectionnels de chaleur, d'humidité et de soluté sont :

— L'équation de conservation de la masse de la phase liquide (eau + soluté) :

$$\partial(\bar{\rho}_l^1 \varepsilon_l) / \partial t + \partial / \partial x(\bar{\rho}_l^1 \bar{V}_l) = -m_e - m_d$$

$\bar{\rho}_l^1$  est la masse volumique moyenne intrinsèque de la phase liquide,  $\varepsilon_l$  est la fraction du volume élémentaire  $\omega$  occupée par le liquide,  $m_e$  est la quantité d'eau évaporée par unité de temps et de volume,  $m_d$  est la quantité de soluté déposée par unité de volume et de temps,  $m_d$  est prise sous la forme :

$$m_d = \text{Sup} [C - C_{\text{sat}}, 0] * \bar{\rho}_l^1 * \varepsilon_l * \alpha_s$$

$\bar{C}$  est la concentration du soluté ( $C = \bar{\rho}_{s,l}^1 / \bar{\rho}_l^1$ ) et  $C_{\text{sat}}$  est la concentration de saturation. Au dessus de  $C_{\text{sat}}$  le sel se dépose. Dans le cas où le soluté est le chlorure de sodium,  $C_{\text{sat}}$  dépend très peu de la température et, elle est égale à 0,39.  $\alpha_s$  est le coefficient d'échange de masse de soluté entre la phase liquide et la phase solide. Les expériences qu'on a effectué sur la précipitation du chlorure de sodium ont montré que ce phénomène est instantané; par conséquent, le coefficient d'échange  $\alpha_s$  peut pris égale à 1.

—L'équation de conservation de la phase gazeuse (air + vapeur)

$$\partial \bar{\rho}_g / \partial t + \partial / \partial x(\bar{\rho}_g \bar{V}_g) = m_e$$

$\bar{\rho}_g$  et  $\bar{V}_g$  sont la masse volumique et la vitesse barycentrique massique du mélange gazeux.

—L'équation de conservation de la masse de la vapeur :

$$\partial \bar{\rho}_v / \partial t + \partial / \partial x(\bar{\rho}_v \bar{V}_v) = m_e ;$$

$$\text{avec : } \bar{\rho}_v \bar{V}_v = \bar{\rho}_v \bar{V}_g - \bar{\rho}_g D_{\text{eff}} \partial / \partial x(\bar{\rho}_v / \bar{\rho}_g)$$

$\bar{\rho}_v$  est la masse volumique de la vapeur et  $D_{\text{eff}}$  est le coefficient de diffusion effectif de la vapeur dans le milieu poreux.

—L'équation de conservation de la masse du soluté dissous dans la phase liquide :

$$\partial \bar{\rho}_{s,l} / \partial t + \partial / \partial x(\bar{\rho}_{s,l} \bar{V}_s) = -m_d$$

$$\bar{\rho}_{s,l} \bar{V}_s = \bar{\rho}_{s,l} \bar{V}_l - \bar{\rho}_l D_s \partial / \partial x(\bar{\rho}_{s,l} / \bar{\rho}_l)$$

$\bar{\rho}_{s,l}$  est la masse volumique du sel dans la phase liquide,  $D_s$  est le coefficient de dispersion ou de diffusion effectif du soluté dans le milieu poreux.

—L'équation de conservation de la masse du sel déposé :

$$\partial \bar{\rho}_{s,d} / \partial t = m_d$$

$\bar{\rho}_{s,d}$  est la masse de soluté déposée.

—Loi de Darcy généralisée pour le phase liquide :

$$\bar{V}_l = -KK_l / \mu_l [\partial / \partial x(\bar{P}_g^e - P_c) - \bar{\rho}_l^1 g]$$

$K$  et  $K_l$  sont les perméabilités relative à la phase liquide et intrinsèque du milieu poreux,  $\mu_l$  est la viscosité dynamique de la phase liquide,  $\bar{P}_g^e$  est la pression moyenne intrinsèque de la phase gazeuse,  $P_c$  est la pression capillaire.

—Loi de Darcy généralisée pour la phase gazeuse :

$$\bar{V}_g = -KK_g / \mu_g \partial / \partial x(\bar{P}_g^e)$$

—L'équation de conservation de l'énergie s'écrit :

$$\begin{aligned} \bar{\rho} \bar{c}_p \partial \bar{T} / \partial t + [\bar{\rho}_l c_p \bar{V}_l + \sum_{i=v,a} \bar{\rho}_i^e c_{pi} \bar{v}_i^e] \partial \bar{T} / \partial x \\ = \partial / \partial x(\lambda_{\text{eff}} \partial \bar{T} / \partial x) - \Delta h_{\text{vap}} m_e - \Delta h_p m_d \end{aligned}$$

$\bar{T}$  est la température moyenne,  $c_{pi}$  sont les capacités calorifiques des différents constituants du milieu poreux,  $\Delta h_{\text{vap}}$  est la chaleur latente de vaporisation du liquide,  $\bar{\rho} \bar{c}_p$  est la capacité calorifique volumique du milieu poreux qui est la somme des capacités calorifiques volumiques des différents constituants du milieu poreux et  $\Delta h_p$  est la chaleur due à la précipitation.  $\Delta h_p$  est négligeable dans le cas du chlorure de sodium.

—Equations d'états thermodynamiques.

Le mélange gazeux est supposé être un mélange idéal de gaz parfait :

$$\bar{P}_i^e = \bar{\rho}_i^e R \bar{T} / M_i ; \quad i = v, a$$

$$\bar{P}_g^e = \bar{P}_v^e + \bar{P}_a^e$$

Compte tenu de l'hypothèse d'équilibre thermodynamique local la pression partielle de la vapeur est égale à la pression d'équilibre de celle-ci et dépend donc, de la température, de la concentration en sel, de la teneur en liquide et du type du milieu poreux. Son expression est reportée à l'annexe.

La masse volumique de la phase liquide est généralement fonction de la température et de la concentration en sel. Elle s'écrit dans le cas du chlorure de sodium :

$$\bar{\rho}_l^1 = \rho_c + 0,7 \bar{\rho}_{s,l}^1$$

$\rho_c$  est la masse volumique de l'eau.

### 2.1. Conditions aux limites

(1) Sur la face imperméable ( $x = 0$ ), les flux de masse et de chaleur sont nuls :

$$\bar{\rho}_l^1 \bar{V}_l + \bar{\rho}_v^e \bar{V}_v = 0 ; \quad \bar{V}_a = 0 ; \quad \bar{V}_s = 0 ;$$

$$\lambda_{\text{eff}} \partial \bar{T} / \partial x + \Delta h_{\text{vap}} \bar{\rho}_l^1 \bar{V}_l = 0$$

(2) Sur la face perméable ( $x = L$  avec  $L = 11$  mm), le flux de soluté est nul, la pression du mélange gazeux est égale à la pression atmosphérique :

$$\bar{\rho}_{s,l}^1 \bar{V}_s = 0 ; \quad \bar{P}_g^e = P_{\text{atm}}$$

Afin d'exprimer les conditions sur les flux de chaleur et d'humidité on introduit des coefficients d'échange de chaleur  $\alpha$  et de masse  $\beta$  :

$$\bar{\rho}_l^1 \bar{V}_l + \bar{\rho}_v^e \bar{V}_v = \beta [\bar{\rho}_v^e - \rho_{v,\infty}] ;$$

$$\lambda_{\text{eff}} \partial \bar{T} / \partial x + \Delta h_{\text{vap}} \bar{\rho}_l^1 \bar{V}_l = \alpha [\bar{T} - T_\infty]$$

$\rho_{v,\infty}$  et  $T_\infty$  sont la masse volumique de la vapeur et la température loin de la plaque.

### 2.2. Conditions initiales

Initialement, la concentration en soluté, la température et la pression du mélange gazeux sont constantes dans le milieu poreux :

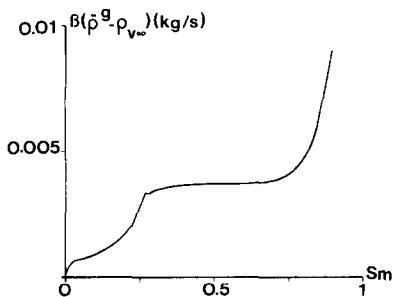


FIG. 2. Cinétique de séchage ( $T_x = 360$  K).

$$\bar{T} = T_0; \quad \bar{P}_g = P_{atm}; \quad \bar{\rho}_{s,l}^1 / \bar{\rho}_l^1 = C_0.$$

La distribution initiale de la teneur en eau est celle de l'équilibre hydrostatique. Elle est donnée par l'équation suivante :

$$\partial P_c / \partial x = \bar{\rho}_l^1 g.$$

Cette équation est associée à une condition particulière sur  $\varepsilon_1$ .

### 3. RESULTATS DE LA SIMULATION NUMERIQUE

Le système d'équations présenté est résolu numériquement par une méthode des domaines finis qui est décrite dans la référence [24]. Les caractéristiques physiques de la plaque poreuse sont reportées à l'annexe. Le sel considéré ici est le chlorure de sodium. Initialement, la température, la concentration en sel et la saturation moyenne sont égales respectivement à 320 K, 1,3% et 0,9. Les valeurs des coefficients d'échanges de chaleur  $\alpha$  et de masse  $\beta$  sont égales à  $15 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$  et  $0,013 \text{ m s}^{-1}$ .

La simulation numérique met en évidence l'existence des étapes habituelles du séchage convectif (Fig. 2) :

— Une étape transitoire pendant laquelle la vitesse de séchage varie. La température initiale étant supérieure à celle du thermomètre humide, la vitesse de séchage décroît pendant cette étape.

— Une étape à vitesse de séchage légèrement décroissante. En effet dans le cas du problème considéré ici (concentration initiale faible et épaisseur du milieu poreux petite) l'existence du sel affecte très peu la cinétique de séchage. Au cours de cette étape la température est quasiment constante et l'évaporation prend lieu à la surface du milieu poreux.

— Une étape à vitesse de séchage décroissante au cours de laquelle apparaît un front d'évaporation (zone à fort gradient de teneur en liquide) qui se déplace vers la face imperméable et divise le milieu poreux en deux régions. Une région où la teneur en liquide est très faible. Dans cette région la phase liquide est discontinue (à l'état pendulaire) et ne s'écoule pas. Dans le reste du milieu poreux la phase liquide est continue (à l'état funiculaire) et peut s'écouler.

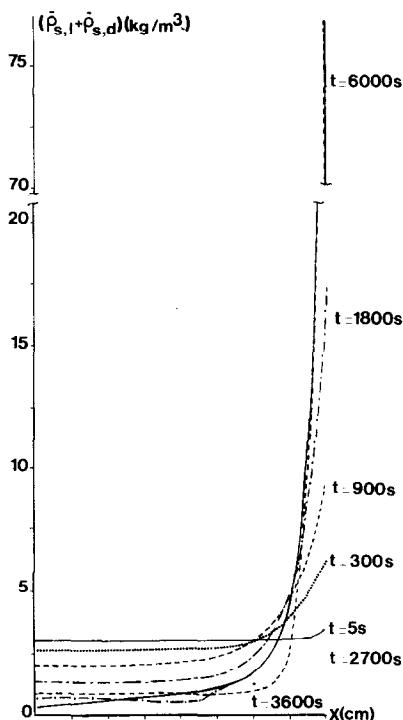


FIG. 3. Profil de la masse totale de sel à différents instants ( $T_x = 360$  K).

Pendant les deux premières étapes de séchage, la simulation numérique met en évidence une accumulation de sel au voisinage de la face perméable et un appauvrissement en sel dans le reste du milieu poreux (Fig. 3). En effet, la phase liquide en migrant vers la surface du milieu poreux ou elle s'évapore transporte par convection le sel de l'intérieur vers la surface. Ces résultats expliquent les phénomènes d'imperméabilisation et de coloration observés lors du séchage industriel. Au cours de ces deux premières étapes, la masse du sel croît au voisinage de la face perméable et décroît dans le reste du milieu poreux.

Au cours de l'étape à vitesse de séchage décroissante, les transferts de soluté ne sont plus possibles dans la région où la phase liquide est à l'état pendulaire. Dans cette région, la masse du sel ne varie plus au cours du séchage. On constate au cours du séchage une augmentation de la masse du sel au niveau du front d'évaporation, et un appauvrissement en sel dans la région où la phase liquide est à l'état funiculaire.

Au cours du séchage, la concentration en sel dans la phase liquide croît (Fig. 4) et à partir d'un certain moment s'équilibre à la concentration de saturation  $C_{sat}$ . Le sel se dépose, alors, et il y a formation d'une deuxième phase solide (Fig. 5).

On a représenté pour différentes températures ambiantes  $T_\infty$  et à des mêmes saturations moyennes  $S_m$  du milieu poreux, les profils de la masse de sel (Fig. 6). On constate que la valeur de  $T_\infty$  n'affecte pas le profil de la masse de sel que lorsque la saturation moyenne

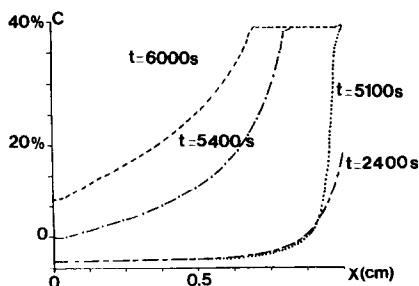


FIG. 4. Profil de la concentration en sel à différents instants ( $T_{\infty} = 360$  K).

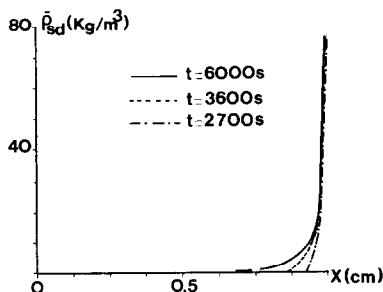


FIG. 5. Profil de la masse de sel déposée à différents instants ( $T_{\infty} = 360$  K).

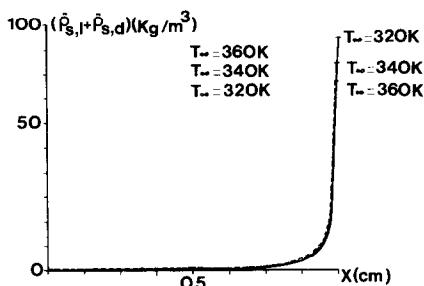


FIG. 6. Profil de la masse totale de sel à  $S_m = 0,1$  et à différentes valeurs de  $T_{\infty}$ .

devient assez faible. Pour des saturations moyennes assez faibles, l'accumulation du sel à la surface est d'autant plus élevée que la température ambiante  $T_{\infty}$  est assez faible. En effet, plus la vitesse de séchage est assez élevée, plus rapidement la phase liquide devient discontinue au voisinage de la surface du milieu et, donc, plus vite le transport de sel vers la surface s'arrête.

4. CONCLUSION

Un modèle décrivant les transferts de chaleur, d'humidité et de soluté au cours du séchage convectif est proposé. Ce modèle valable, lorsque le volume occupé par le sel déposé reste petit par rapport à celui du pore, est résolu numériquement dans le cas où les transferts sont unidirectionnels. Les résultats de la simulation numérique sont présentés et ont permis de mettre en évidence une accumulation du sel au

voisinage de la surface, du milieu poreux. Cette accumulation qui explique les phénomènes d'imperméabilisation et de coloration rencontrés au cours du séchage industriel, est d'autant plus importante que la vitesse de séchage est faible.

BIBLIOGRAPHIE

1. N. H. Ceaglske and O. A. Hougen, Drying granular solid, *Ind. Engng Chem.* **29**, 805-813 (1937).
2. R. M. M. Cunningham and J. J. Kelly, The kinetics of drying flat beds, *A.I.Ch.E. Symp. Ser.* **4**(59), 1-26 (1980).
3. P. Crausse, Etude fondamentale des transferts couplés de chaleur et de masse en milieu poreux non saturé, thèse de doctorat es-sciences physique, Université de Toulouse (1983).
4. C. Basilico et M. Martin, Approche expérimentale des mécanismes de transferts au cours du séchage convectif à haute température d'un bois résineux, *Int. J. Heat Mass Transfer* **27**, 657-668 (1984).
5. W. K. Lewis, The rate of drying of solid materials, *J. Ind. Engng Chem.* **13**(5), 427-432 (1921).
6. T. K. Sherwood, Application of the theoretical diffusion equations to the drying of solids, *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs* **27**, 190-202 (1931).
7. W. B. Van Arsdell, Approximate diffusion calculation for the falling rate phase of drying, *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs* **13-24** (1974).
8. A. A. Arzan and R. P. Morgan, A transient two regions moving boundary analysis of the drying process, *Chem. Engng Prog. Symp. Ser.* **63**(79), 24-33 (1967).
9. R. P. Morgan and Yerazunis, Heat and mass transfer between an evaporative interface in a porous medium and an external gas stream, *A.I.Ch.E. J.* **13**(1), 132-140 (1967).
10. S. Bories, G. Bacon and M. Recan, Experimental and numerical study of coupled heat and mass transfer in porous materials, *Proc. 4th Int. Drying Symp.*, Kyoto, Japan, pp. 159-164 (1984).
11. S. Whitaker and W. T. Chou, Drying granular porous media; theory and experiment, *Drying Technol.* **1**, 3-33 (1983).
12. S. Whitaker and S. Chen, Moisture distribution during the constant rate drying period for unconsolidated porous media; failure of the diffusion theory, *Proc. Fifth Int. Drying Symp.*, Cambridge, Massachusetts, pp. 39-48 (1986).
13. G. R. Hadley, Numerical modeling of the drying of porous materials, *Proc. 4th Int. Drying Symp.*, Kyoto, Japan, pp. 151-158 (1984).
14. A. C. Oliveira and F. Oliveira, Simulation of the convective drying capillary-porous materials, *Fifth Int. Drying Symp.*, Cambridge, Massachusetts, pp. 75-70 (1986).
15. D. Berger and C. T. Pei, Drying of hygroscopic porous solids: a theoretical approach, *Int. J. Heat Mass Transfer* **16**, 293-302 (1973).
16. T. Z. Haramathy, Simultaneous moisture and heat transfer in porous system with particular reference to drying, *Ind. Engng Chem. Fund.* **8**, 92-103 (1969).
17. S. Ben Nasrallah et G. Arnaud, Séchage d'un milieu poreux contenant une faible teneur en eau, *Int. J. Heat Mass Transfer* **29**, 1443-1449 (1986).
18. C. L. D. Huang, Multiphase moisture transfer in porous media subjected to temperature gradient, *Int. J. Heat Mass Transfer* **22**, 1295-1307 (1979).
19. C. Moyno and A. Degiovanni, importance of gas phase momentum equation in drying above the boiling water, *Proc. 4th Int. Drying Symp.*, Kyoto, Japan, pp. 119-126 (1984).
20. P. Perre, S. Ben Nasrallah and G. Arnaud, A theoretical study of drying numerical simulation applied to clay-

brick and softwood, *Fifth Int. Drying Symp.*, Cambridge, Massachusetts, pp. 382-390 (1986).

21. A. Belguith et M. Maaledj, Migration de l'eau et des sels dans les sols salés, *C.R. Acad. Sci. Paris* **269**, 1093-1096 (1969).
22. M. Maaledj et A. Belguith, Evaporation de l'eau à la surface d'un milieu poreux, *Lett. Heat Mass Transfer* **4**, 279-285 (1977).
23. P. Schultz and E. U. Schlunder, Convective drying of porous bodies wetted with an alcohol-water-salt mixture, *Int. Drying Symp.*, Versailles, France, p. PB.70 (1988).
24. S. Ben Nasrallah, Etude des transferts couplés de chaleur et de masse: application à l'évaporation par convection naturelle et au séchage convectif de milieux poreux, Thèse de Doctorat d'Etat, Université de Poitiers (1987).
25. A. E. Scheidegger, *The Physics of Flow Through Porous Media*, 3rd Edn. University of Toronto Press (1974).
26. L. D. Baver and W. R. Gardner, *Soil Physics*, 4th Edn. Wiley, New York (1972).
27. F. De Smedt, F. Wauters and J. Sevilla, Study of tracer movement through unsaturated sand, *J. Hydrology* **85**, 169-181 (1986).
28. W. D. Kingery, H. K. Bower and D. R. Uhlman, *Introduction to Ceramics*, 2nd Edn. Wiley-Interscience, New York (1976).

**ANNEXE. CARACTERISTIQUES PHYSIQUES DU MILIEU POREUX**

Dans le cas du problème considéré; la quantité de sel est faible dans le milieu poreux. Il est, donc, possible, dans notre cas, de négliger les effets de l'existence de sel sur les caractéristiques physiques du milieu poreux ( $\epsilon$ ,  $K$ ,  $\lambda_{eff}$ ,  $C_p$ ,  $P_c$ ,  $D_{eff}$ ,  $D_s$ ).

Le milieu poreux considéré est de porosité  $\epsilon = 0,26$  et de perméabilité intrinsèque  $K = 2,5 \times 10^{-14} m^2$ . Pour la matrice solide les valeurs de la masse volumique  $\rho_s$ , de la capacité calorifique  $C_p$  et de la conductivité  $\lambda_s$  sont:

$$\rho_s = 2600 \text{ kg m}^{-3}; \quad C_p = 879 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1};$$

$$\lambda_s = 1,442 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}.$$

La masse volumique du chlorure de sodium est:  $\rho_{sd} = 3200 \text{ kg m}^{-3}$ .

La pression capillaire  $P_c$  est déduite à partir de l'approche empirique de Leverett [25]:

$$P_c = \sigma(T)J(S)/K;$$

$$S = \epsilon_1/\epsilon, \quad \sigma(T) = (121,2 - 0,167T)10^{-3}$$

$\sigma(T)$  est la tension superficielle qui dépend très peu de la concentration en chlorure de sodium.  $J(S)$  est la fonction de Leverett qui peut être approchée par:

$$J(S) = 0,364(1 - \exp(-40(1 - S))) + 0,221(1 - S) + 0,005/(S - 0,09).$$

La perméabilité relative à la phase liquide est prise de la forme:

$$K_l = (S - 0,09)^3 / (1 - 0,09) \quad \text{si } S > 0,9$$

$$K_l = 0 \quad \text{si } S < 0,09.$$

La perméabilité relative à la phase gazeuse est prise de la forme:

$$K_g = 1 - 1,11S \quad \text{si } S < 0,9$$

$$K_g = 0 \quad \text{si } S > 0,9.$$

La diffusivité effective de la vapeur dans le milieu poreux est donnée par l'expression suivante [26]:

$$D_{eff} = D(1 - S^2)(\epsilon - \epsilon_1)^{1/2}.$$

Le coefficient de diffusion effectif (ou de dispersion) du sel dans le milieu poreux est donné par l'expression suivante [27]:

$$D_s = [0,01 V_1 + 1,1574 \times 10^{-9}] \text{ Sup}[(\epsilon_1 - 0,09), 0].$$

La conductivité thermique effective du milieu poreux est donnée par la loi empirique proposée par Kingery *et al.* [28]:

$$\lambda_{eff} = \lambda_g^a(\epsilon - \epsilon_1) + \lambda_l^a \epsilon_1 + \lambda_s^a(1 - \epsilon)^{1-a}, \quad a = 0,25.$$

La pression partielle de la vapeur s'écrit:

$$P_v = [\bar{P}_{vs} \exp(-2\sigma M_v / r \rho_c R \bar{T})][1 - 0,035 \cdot N_s].$$

$N_s$  est le nombre de moles de sel par unité de volume de la phase liquide.  $P_{vs}$  est la pression de vapeur saturante et  $r$  est une grandeur caractéristique qui représente le rayon de courbure moyen des ménisques si les forces de rétention sont d'origine capillaire.  $r$  est déduite de la courbe de sorption de la référence [16] et peut être donnée par:

$$\log(r) = 2,16 \times 10^{-2} + 43,8S - 253,5S^2 + 794,54S^3 - 1333,7S^4 + 1111S^5 - 352,5S^6 - 10.$$

**SOLUTE TRANSFER DURING DRYING BY CONVECTION**

**Abstract**—A theoretical study of solute transfer which occurs during drying by convection is reported. A model for heat, humidity and solute transfers is presented. It is numerically solved with unidirectional transfers. The results show an accumulation of solute near the surface of the porous media. This accumulation decreases with drying rate.

**TRANSPORT EINES GELÖSTEN STOFFES BEI DER KONVEKTIVEN TROCKNUNG**

**Zusammenfassung**—Es wird über eine theoretische Untersuchung zum Transport eines gelösten Stoffes bei der konvektiven Trocknung berichtet. Ein Modell für den Wärmeübergang und den Transport der Feuchtigkeit sowie des gelösten Stoffes wird vorgestellt. Das Gleichungssystem wird numerisch für eine eindimensionale Übertragung gelöst. Die Ergebnisse zeigen eine Anreicherung des gelösten Stoffes in der Nähe der Oberfläche poröser Medien. Diese Anreicherung nimmt mit sinkender Trocknungsgeschwindigkeit ab.

**ПЕРЕНОС РАСТВОРЕННОГО ВЕЩЕСТВА В ПРОЦЕССЕ КОНВЕКТИВНОЙ СУШКИ**

**Аннотация**—Теоретически исследован перенос растворенного вещества в процессе конвективной сушки. Описана модель переноса тепла, влаги и растворенного вещества. Найдено численное решение для случая однонаправленного переноса. Полученные результаты свидетельствуют о накоплении растворенного вещества у поверхности пористой среды, которое уменьшается с ростом скорости сушки.